



ANÁLISE DE DIFERENTES CONTROLADORES PARA O PROCESSO DE DOIS TANQUES ACOPLADOS

José Alberto Naves Cocota Júnior – cocota@em.ufop.br

Paulo Marcos de Barros Monteiro – paulo@em.ufop.br

Mariana de Souza Sanchez – sanchez.mariana@hotmail.com

Emanuel Balduino da Cruz – emanuelbode@bol.com.br

Thiago D'Angelo – thiago.d.angelo@hotmail.com

Rafael Palma de Brito – rafael_palma@live.com

Thiago Ireno – thiago_ireno@hotmail.com

Departamento de Engenharia de Controle e Automação e Técnicas Fundamentais (DECAT) – Escola de Minas (EM) – Universidade Federal de Ouro Preto (UFOP)

Campus do Morro do Cruzeiro, Ouro Preto – MG, Brasil.

35400-000 – Ouro Preto – Minas Gerais

Resumo: Os experimentos práticos são de extrema importância para a formação de engenheiros. É através deles que os alunos são capazes de aplicar os conceitos aprendidos em sala de aula, observando as possíveis limitações destas técnicas em sistemas reais. Os experimentos apresentam situações de sistemas não lineares e ruídos, e espera-se que seja adquirida experiência no tratamento destes fenômenos. Dentro desse contexto, esse trabalho consiste na modelagem do sistema, obtenção dos parâmetros do sistema, e projeto de controladores por três diferentes métodos, para a comparação do desempenho do sistema de controle de nível do processo de dois tanques acoplados. Essas atividades foram realizadas durante um semestre da disciplina de Controle Aplicado a Sistemas Térmicos e Fluidomecânicos.

Palavras-chave: Controle de nível, Tanques Acoplados, Ziegler-Nichols, Alocação de Polos, Deadbeat.

1. INTRODUÇÃO

A automação industrial pode ser entendida como uma tecnologia integradora de três áreas: a eletrônica, a mecânica e a informática. Desse modo, para efetivar projetos nessa área exige-se vastos conhecimentos, impondo uma formação ampla e diversificada dos projetistas e um trabalho de equipe muito bem coordenado com perfis interdisciplinares. Os grandes projetos nesse campo envolvem uma infinidade de profissionais e os custos são suportados geralmente por grandes empresas (ROSÁRIO, 2005).

Um dos princípios básicos de um sistema automático, é que todo sistema dotado de retroação e controle implica na presença de três componentes básicos: controlador, atuador e sensor, cuja principal característica é a realimentação das informações requeridas para seu controle (JOVIC, 1986), conforme ilustra a malha de realimentação da Fig. 1. A medição de nível, embora tenha uma conceituação simples, requer muitas vezes a utilização de artifícios e

técnicas apuradas para que seja realizada. Em ambientes industriais, muitos processos necessitam que os níveis de líquidos sejam mantidos dentro de valores pré-estabelecidos para o bom funcionamento da produção, bem como para fins de cálculos de custos e de estoques.

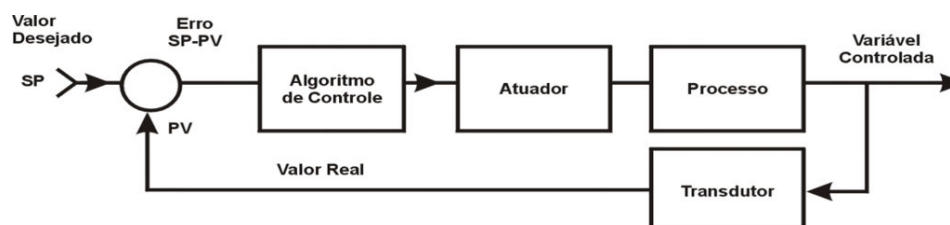


Figura 1. Diagrama de blocos de um sistema de controle.

Sistemas de controle de nível possuem características não lineares. Assim, a atuação de malhas de controle que utilizam técnicas lineares, para diversos pontos de operação destes processos, pode não apresentar bons resultados. A partir disso, são empregadas estratégias de controle diferenciadas que possam obter melhores resultados. Uma abordagem usual é a utilização de informações das variáveis principais ou auxiliares do processo, como por exemplo, a informação da saída do sistema, objetivando a atualização dos ganhos dos controladores utilizados (ÅSTRÖM E WITTENMARK, 1989).

Neste contexto, torna-se relevante obter um estudo comparativo entre alguns métodos de projeto de controladores. Dessa forma, esse trabalho propôs a análise do desempenho dos controladores obtidos pelo Método do Lugar das Raízes, Ziegler Nichols e Deadbeat, para o mesmo ponto de operação do processo de dois tanques acoplados.

2. PROCESSO DE DOIS TANQUES ACOPLADOS

2.1. Descrição da planta

A bancada experimental desenvolvida foi baseada no kit *Coupled Tanks* fabricado pela empresa Quanser. Para a elaboração do sistema de dois tanques acoplados, dispôs-se, conforme a Fig. 2, de dois tanques de PVC com dimensões de 47,6 [mm] de diâmetro interno e 250 [mm] de altura, fixados em um painel de acrílico, juntamente com um reservatório com capacidade para aproximadamente 14 [l].



Figura 2. Sistemas de dois tanques acoplados.

O atuador utilizado na planta supracitada foi uma moto-bomba composta por um motor de corrente contínua de 12 [Vcc], um dissipador de calor e uma bomba de engrenagens acoplada ao eixo do motor. Esse atuador é acionado por um módulo de potência, cuja entrada é um sinal analógico de 0 a 10 [Vcc], e cuja saída é um sinal modulado por largura de pulsos (PWM) de 0 a 12 [Vcc].

O fluxo de água da planta é regulado por esta bomba, não contendo válvulas de controle. A água é bombeada para os dois tanques, conforme a configuração apresentada na Fig. 3. Os dois tanques deste sistema são montados de forma que o fluxo de saída do tanque superior (2) flui para dentro do tanque inferior (1) e o fluxo de saída do tanque inferior (1) flui para dentro do reservatório configurando, assim, um sistema fechado, no qual a massa do sistema permanece constante durante o processo.

A medição de nível dos tanques é indireta, sendo aferida pela pressão diferencial por meio do sensor MPXM2010GS da Motorola. Este sensor é baseado no efeito piezo-resistivo e possui compensação de temperatura e sua saída é linear em uma faixa de 0 a 10 [kPa]. O sensor possui um encapsulamento MPAK, que permite que um tubo lhe seja conectado, isolando-o do contato direto com a água.

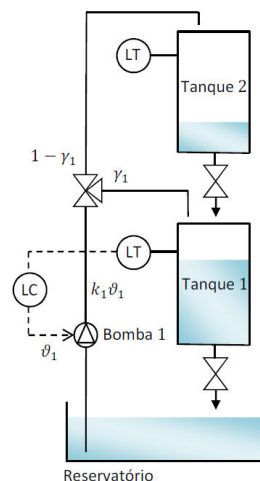


Figura 3. Configuração adotada para sistema de dois tanques

Por fim, foi utilizado o Controlador Lógico Programável (CLP) GE Fanuc VersaMax, com comunicação Ethernet, que possibilitou a aquisição de dados pelo MATLAB com o auxílio do servidor OPC do *software* KEPServerEX.

2.2. Parâmetros

Para o sistema de dois tanques acoplados, foram identificados alguns parâmetros por meio de experimentos em malha aberta, como é o caso do parâmetro relacionado à parcela de fluxo direto (γ_1) da bomba para o tanque inferior (tanque 1), resultante dos estrangulamentos localizados no divisor de fluxo (conexão T , ver Fig. 3) e o ganho da bomba (k_b) que foram obtidos a partir de experimentos de carga de água dos tanques. Já os coeficientes de perda de carga nos drenos (k_{li}) foram estimados por comparação dos resultados experimentais com a simulação do sistema em regime permanente no ponto de operação.

2.2.1. Parâmetros gerais

Neste conjunto encontram-se os parâmetros relacionados às grandezas físicas ou aos ganhos do sistema que não dependem de experimentos para identificação (Tab. 1).

2.2.2. Parâmetros identificados

Na Tab. 2 encontram-se os parâmetros identificados para o ponto de operação que foi escolhido para o processo de dois tanques acoplados.

Tabela 1. Parâmetros Gerais.

Símbolo	Valor [unid.]	Descrição
A_1, A_2	1779,50 [mm ²]	Área da seção transversal dos tanques
a_1	17,65 [mm ²]	Área da seção transversal do dreno do tanque 1
a_2	7,75 [mm ²]	Área da seção transversal do dreno do tanque 2
d_{1e}	2,8 [mm]	Diâmetro de estrangulamento do fluxo da bomba na entrada do tanque 1
d_{2e}	2,0 [mm]	Diâmetro de estrangulamento do fluxo da bomba na entrada do tanque 2
g	9787,9 [mm/s ²]	Aceleração da gravidade
k_{mod}	1,2	Ganho do módulo de potência da bomba
k_c	1/23 [V/mm]	Ganho do sensor para a amostragem do nível na faixa de 0 a 230 [mm]

Tabela 2. Parâmetros Gerais.

Símbolo	Valor [unid.]	Descrição
$h_{1,0}$	102,2 [mm]	Nível do tanque 1 no ponto de operação
$h_{2,0}$	32,8 [mm]	Nível do tanque 2 no ponto de operação
$v_{1,0}$	6,56 [V]	Tensão média aplicada na entrada do módulo de potência para o ponto de operação
$v_{1,0}$	7,88 [V]	Tensão média aplicada no motor da bomba (saída do módulo de potência) para o ponto de operação (onde: $v_{1,0} = k_{mod}v_{1,0}$)
k_b	4018 [mm ³ /Vs]	Ganho da bomba
γ_1	0,583	Parcela do fluxo de água da bomba para o tanque 1
k_{l1}	0,805	Constante de perda de carga do dreno do tanque 1
k_{l2}	0,925	Constante de perda de carga do dreno do tanque 2

2.3. Modelagem do Processo

Neste trabalho, a modelagem matemática adotada, baseou-se no modelo caixa cinza. Dessa forma, alguns parâmetros do processo foram identificados e utilizados no modelo fenomenológico.

Este tipo de modelagem consiste em um processo intermediário entre a modelagem por caixa branca e caixa preta. As técnicas dessa abordagem utilizam informações auxiliares que não estão incluídas no modelo fenomenológico. O tipo de informações auxiliares obtidas pela modelagem caixa cinza e a forma como são utilizadas podem variar dependendo do tipo de aplicação (AGUIRRE, 2000).

Quando um líquido em um tanque é submetido a uma descarga por um orifício de saída com área da seção transversal muito menor que a área da seção transversal do tanque ($a_i \ll A_i$), a hipótese de escoamento do fluido sem atrito e em regime quase permanente pode ser empregada (LIBBI, 2003). Essa hipótese possibilita o uso da equação de Bernoulli no centro da superfície do fluido e no centro da seção do dreno.

Assim, o modelo não linear (Eq. 1), que descreve a dinâmica do nível dos tanques em função das vazões de entrada e de saída, foi obtido a partir da lei de conservação para escoamentos incompressíveis e da lei de Bernoulli.

$$\frac{dh_2}{dt} = \frac{(1-\gamma_1)}{A_2} k_b \vartheta_1 - k_{l2} \frac{a_2}{A_2} \sqrt{2gh_2} \quad \frac{dh_1}{dt} = k_{l2} \frac{a_2}{A_2} \sqrt{2gh_2} + \frac{\gamma_1}{A_1} k_b \vartheta_1 - k_{l1} \frac{a_1}{A_1} \sqrt{2gh_1} \quad (1)$$

Dessa forma, o modelo linear (Eq. 2) pode ser obtido pela expansão em série de Taylor da Eq. (1), desprezando-se os termos de segunda ordem e superiores, e assumindo-se as variáveis de desvio $x_i = x_{i,h} - h_{i,0}$ e $u_i = u_{i,h} - \vartheta_{i,0}$.

$$\frac{dx_2}{dt} = \frac{(1-\gamma_1)}{A_2} k_b u_1 - k_{l2} \frac{a_2}{A_2} \sqrt{\frac{g}{2h_{2,0}}} x_2 \quad \frac{dx_1}{dt} = k_{l2} \frac{a_2}{A_2} \sqrt{\frac{g}{2h_{2,0}}} x_2 + \frac{\gamma_1}{A_1} k_b u_1 - k_{l1} \frac{a_1}{A_1} \sqrt{\frac{g}{2h_{1,0}}} x_1 \quad (2)$$

Aplicando-se a transformada de Laplace na Eq. (2), encontram-se as funções de transferência de cada tanque, que podem ser expressas por:

$$\frac{X_2(s)}{U_1(s)} = \frac{(1-\gamma_1)c_2}{(T_2s+1)} \quad (3)$$

$$\frac{X_1(s)}{U_1(s)} = \frac{\gamma_1 c_1 T_2 s + c_1}{(T_2 s + 1)(T_1 s + 1)} \quad (4)$$

onde $X_1(s)$ e $X_2(s)$ são os sinais de saída referentes aos níveis dos tanques 1 e 2, $U_1(s)$ é o sinal de entrada no sistema referente à tensão aplicada na bomba, $c_1 = k_b k_c T_1 / A_1$ e $c_2 = k_b k_c T_2 / A_2$, sendo as constantes de tempo T_i dadas por:

$$T_i = \frac{A_i}{k_{li} a_i} \sqrt{\frac{2h_{i,0}}{g}}, \quad i = 1, 2 \quad (5)$$

3. PROJETO DOS CONTROLADORES

A habilidade dos controladores Proporcional Integral (PI) e Proporcional Integral Derivativo (PID) para compensar a maioria dos processos industriais práticos resultou na larga aceitação dos mesmos nas aplicações industriais (O'DWYER, 2006). A maioria dos controladores utilizados na indústria é do tipo PID, representando mais de 90% das malhas industriais em atividade (ÅSTRÖM E HÄGGLUND, 2001).

Como a dinâmica do sistema é lenta e desejava-se evitar problemas de amplificação de ruídos provenientes dos sensores de nível, optou-se por implementar nesse trabalho controladores do tipo PI. Com o intuito de comparar o desempenho de controladores PI obtidos por diferentes métodos, foram projetados os ganhos do controlador pelo método da curva de reação de Ziegler-Nichols, do Lugar das Raízes, e do Deadbeat.

3.1 Método da Curva de Reação por Ziegler-Nichols

Muitas plantas, em especial as encontradas nos processos industriais, podem ter sua dinâmica satisfatoriamente descrita por um sistema de primeira ordem com atraso de transporte.

Para plantas com essa característica, e que não possuem integradores nem polos complexos conjugados dominantes, podemos utilizar o método da curva de reação por Ziegler-Nichols para estimar os valores dos parâmetros do controlador.

Neste trabalho optou-se por implementar esse método experimentalmente executando os seguintes passos:

1. Com a planta em malha aberta, a colocamos manualmente no ponto de operação. Ou seja, a saída da planta foi colocada em $h_{1,0}$ para uma entrada da planta dada por $\vartheta_{1,0}$;
2. Em um determinado instante no tempo, aplicou-se um degrau na entrada da planta, que alterou o sinal de entrada de $\vartheta_{1,0}$ para $\vartheta_{1,1}$ (linha tracejada em azul na Fig. 4). Esse degrau deve ser na faixa de 10 a 20% do fundo de escala (GOODWIN ET AL., 2001);
3. A resposta transitória da planta a esse degrau foi amostrada, até que se alcançou um novo valor em regime permanente ($h_{1,1}$), associado a nova entrada constante da planta ($\vartheta_{1,1}$).

Como resultado, obtêm-se uma curva com formato em "S", similar à da Fig. 4, que é conhecida como curva de reação do processo. A partir dessa curva, pode-se identificar o ganho direto (K_0), o atraso (L) e a constante de tempo (T) do sistema. O ganho direto pode ser determinado por:

$$K_0 = \frac{h_{1,1} - h_{1,0}}{\vartheta_{1,1} - \vartheta_{1,0}} \quad (6)$$

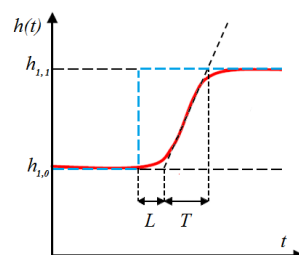


Figura 1. Determinação do atraso e da constante de tempo do sistema pela curva de reação.

Nesta planta, com o sistema em regime permanente no ponto de operação, aplicou-se um degrau na entrada do módulo de potência de 6,56 para 7,56 [Vcc] no instante $t = 305$ [s]. Esse degrau na entrada resultou na curva de reação apresentada na parte superior na Fig. 5. Como os resultados experimentais apresentaram dados dispersos, foi necessário aplicar um filtro nos dados amostrados, com o objetivo de facilitar a identificação do ponto de inflexão da curva, no qual foi traçado uma linha tangente (em vermelho na Fig. 6).

O filtro utilizado consiste numa média móvel de 20 elementos, implementada com a função *smooth* do MATLAB. Como resultado da aplicação do filtro, obteve-se a curva apresentada na parte inferior da Fig. 5.

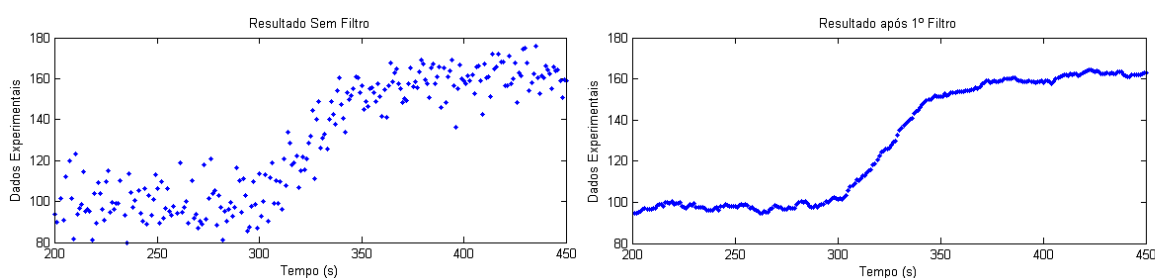


Figura 5. Filtragem dos dados experimentais (a) e determinação do atraso e da constante de tempo do sistema (b).

Com base na curva de reação do processo (Fig. 5b), obtida após a filtragem dos dados experimentais, determinou-se o atraso de 4,37 [s], e a constante de tempo de 37,95 [s]. O ganho direto (K_0) do processo encontrado para esse ensaio foi de 2,83.

De acordo com o método da curva de reação de Ziegler-Nichols, a partir das constantes K_0 , L e T , pode-se determinar os parâmetros do controlador para alcançar um amortecimento particular na resposta em malha fechada do sistema. O objetivo desse método é obter uma razão de 4:1 do primeiro para o segundo pico na resposta do sistema, dada uma referência em degrau.

As fórmulas para determinar os parâmetros do controlador pela regra de sintonia de Ziegler-Nichols estão apresentadas na Tab. 3.

Tabela 3. Regra de sintonia de Ziegler-Nichols pelo método da curva de reação.

Tipo de controlador	K_p	τ_i	τ_d
P	$\frac{T}{K_0 L}$		
PI	$\frac{0,9 T}{K_0 L}$	$3L$	
PID	$\frac{1,2 T}{K_0 L}$	$2L$	$0,5L$

Dessa forma, os parâmetros do controlador PI encontrados por esse método foram: $K_p = 2,77$ e $\tau_i = 13,11$.

3.2 Método Lugar das Raízes

A partir da Eq. (3) determinou-se a função de transferência do sistema em malha fechada. Essa função foi utilizada para esboçar o lugar das raízes desse sistema sem compensação (Fig. 6a). Como era esperado, o sistema é estável, apresentando o lugar das raízes no semi-plano esquerdo. Ao todo, o sistema sem compensação apresenta dois polos ($p_1 = -0,113$ e $p_2 = -0,087$) e um zero ($z_1 = -0,194$).

Nesse projeto, utilizou-se um compensador, que é um componente ou circuito adicional, inserido em um sistema de controle para obter um desempenho desejado. Essa inserção implicou na alteração do lugar das raízes. Como se desejava projetar um controlador PI, um polo foi inserido na origem, e o zero do compensador foi posicionado em $z_2 = -0,087$, para anular a influência do polo dominante sobre o comportamento do sistema, possibilitando, assim, atender ao requisito de projeto de rápida resposta com máximo sobressinal de 2%. O lugar das raízes do sistema compensado encontra-se ilustrado na Fig. 6b.

Assim que foram determinadas as localizações do polo e do zero do compensador, foi possível encontrar o ganho proporcional ($K_p = 2,81$) necessário para que o sistema atendesse o requisito de projeto.

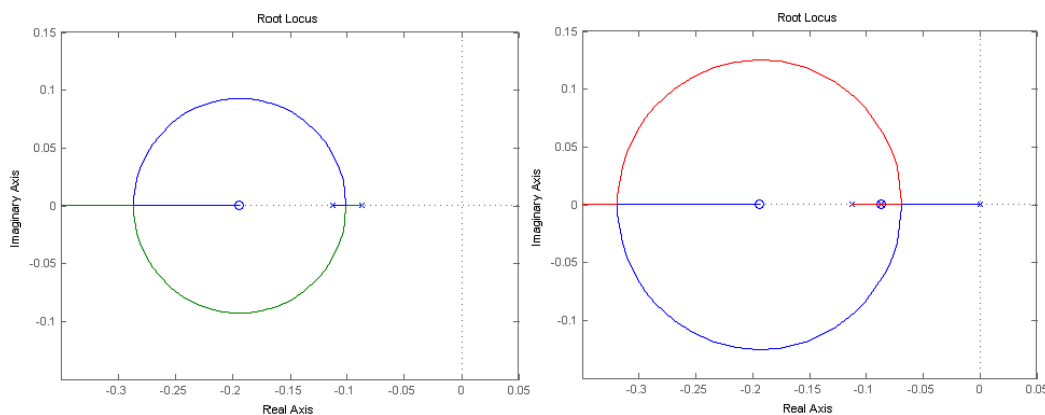


Figura 6. Lugar das raízes do sistema sem compensador (a) e lugar das raízes do sistema compensado (b).

Uma vez encontrado o ganho proporcional (K_p) para a localização desejada das raízes, foi possível determinar a constante do tempo de integração ($\tau_i = 11,49$) por meio da comparação entre as funções de transferência do compensador e do controlador PI, que são expressas por:

$$\frac{K_p(s-z)}{s} = \frac{K_p\left(s + \frac{1}{\tau_i}\right)}{s} \quad (7)$$

onde $\tau_i = -\frac{1}{z}$, sendo z dado por $z_2 = -0,087$.

3.3 Método Deadbeat

Os critérios do projeto para resposta Deadbeat podem ser resumidos em resposta rápida, com tempo de subida e de acomodação mínimos, com máximo sobressinal inferior a 2%.

Esses critérios podem ser alcançados, ao determinar um controlador ($G_c(s)$) que resulte em uma resposta em malha fechada do sistema igual à função de transferência desejada ($T_d(s)$) para o sistema de controle projetado pelo método Deadbeat.

Sabendo-se que a função de transferência do sistema em malha fechada (FTMF) é dada por:

$$FTMF = \frac{G_c k_{mod} G_1}{1 + G_c k_{mod} G_1} \quad (8)$$

onde G_1 é a função de transferência da planta, dada pela Eq. 4; e G_c é a função de transferência do controlador PI a ser projetado.

Substituindo-se os elementos das funções de transferência G_c e G_1 na Eq. 8, encontra-se uma função de transferência de terceira ordem, dada por:

$$FTMF = \frac{k_{mod} \left(\frac{K_p s + K_i}{s} \right) \frac{\gamma_1 c_1 T_2 s + c_1}{(T_2 s + 1)(T_1 s + 1)}}{1 + k_{mod} \left(\frac{K_p s + K_i}{s} \right) \frac{\gamma_1 c_1 T_2 s + c_1}{(T_2 s + 1)(T_1 s + 1)}} \quad (9)$$

Considerando-se que a função de transferência desejada para que um sistema de terceira ordem apresente uma resposta do tipo Deadbeat (DORF E BISHOP, 2005) é expressa por:

$$T_d(s) = \frac{1}{s^3 + 1,9\bar{s}^2 + 2,2\bar{s} + 1} \quad (10)$$

sendo $\bar{s} = \frac{s}{\omega_n}$.

Assim, ao se comparar os polinômios característicos das equações (9) e (10), encontram-se a frequência natural não amortecida do sistema (ω_n) e os ganhos K_p e K_i do controlador, conforme apresentado na Tab. 4.

Tabela 4. Deadbeat.

ω_n	K_p	K_i
$\sqrt[3]{\frac{1}{T_1 T_2}}$	$\frac{1,9}{\omega_n} - T_1 T_2$	$\frac{2,2}{\omega_n} - k_{mod} c_1 K_p - 1$
	$\frac{k_{mod} \gamma_1 c_1 T_2}{k_{mod} \gamma_1 c_1 T_2}$	$\frac{k_{mod} \gamma_1 c_1 T_2}{k_{mod} \gamma_1 c_1 T_2}$

Ao substituir as constantes nas equações apresentadas na Tab. 4, encontrou-se o ganho proporcional dado por $K_p = 4,30$, e o ganho integral dado por $K_i = 0,65$. Sabendo que $T_i = K_p / K_i$, obteve-se o tempo de integração dado por $T_i = 6,66$.

4. RESULTADOS

Uma vez projetados os ganhos dos controladores pelos métodos supracitados, foram efetuados ensaios e simulações para a avaliação do desempenho dos sistemas de controle dado uma variação no sinal de referência de 102,2 [mm] para 135,7 [mm], no instante $t = 300$ [s].

Nas Figuras 8, 9 e 10, tem-se as respostas dos sistemas de controle obtidos pelos métodos da curva de reação por Ziegler-Nichols, do Lugar das Raízes e do Deadbeat, respectivamente. Os parâmetros utilizados para a análise do desempenho dos controladores foram o máximo sobressinal (M_p) e o tempo de acomodação (T_s) para o critério de 2%, conforme apresentado os resultados na Tab. 5.

Tabela 5. Valores de máximo sobressinal e do tempo de acomodação para os controladores propostos.

Método	M_p	T_s
Ziegler-Nichols	1,18%	10 [s]
Lugar das Raízes	1,62%	9 [s]
Deadbeat	1,40%	8 [s]

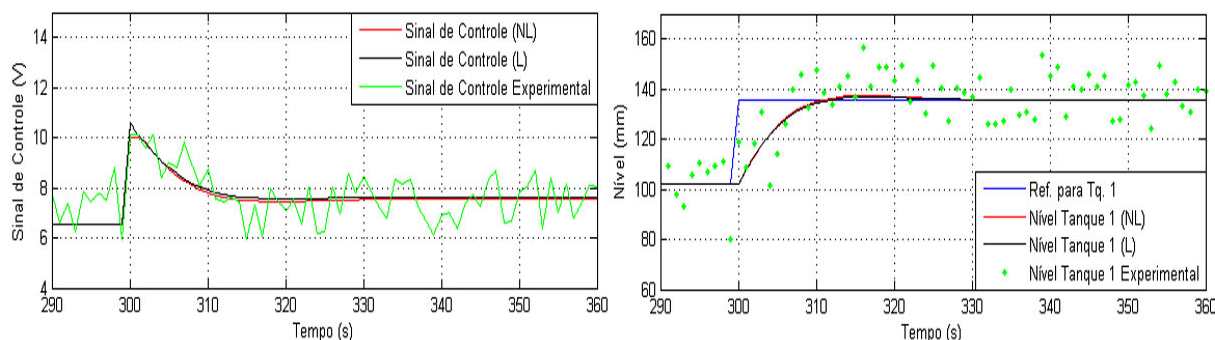


Figura 8. Dinâmica do modelo não-linear (em vermelho), do modelo linear (em preto) e do processo real (em verde) em malha fechada, para o controlador PI ($K_p = 2,77$ e $\tau_i = 13,11$) obtido pelo método de Ziegler-Nichols, dado um degrau na referência (em azul) do ponto de operação.

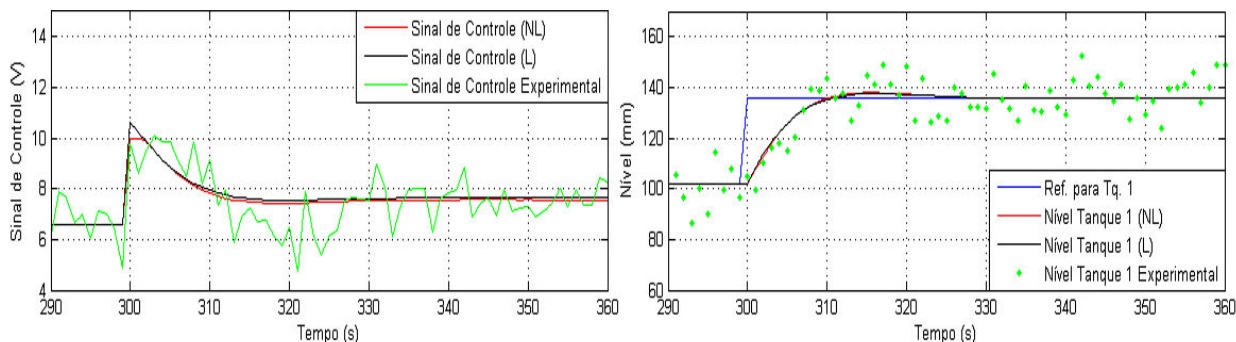


Figura 9. Dinâmica do modelo não-linear (em vermelho), do modelo linear (em preto) e do processo real (em verde) em malha fechada, para o controlador PI ($K_p = 2,81$ e $\tau_i = 11,49$)

obtido pelo método do lugar das raízes, dado um degrau na referência (em azul) do ponto de operação.

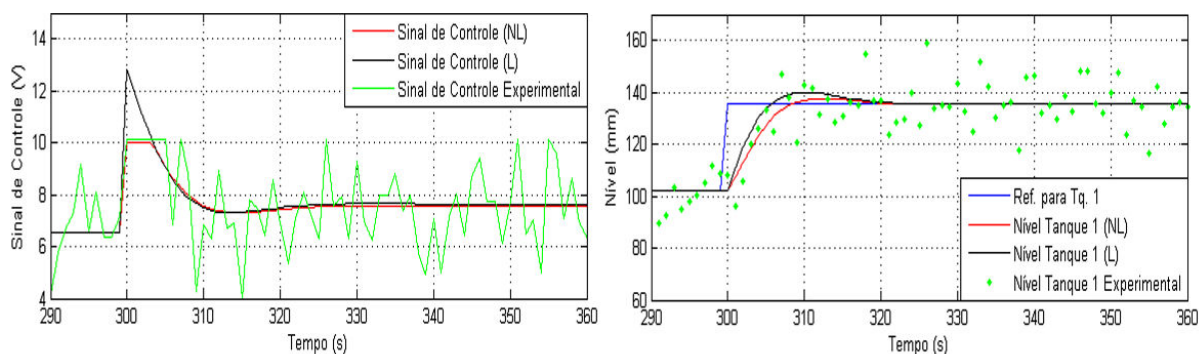


Figura 10. Dinâmica do modelo não-linear (em vermelho), do modelo linear (em preto) e do processo real (em verde) em malha fechada, para o controlador PI ($K_p = 4,30$ e $\tau_i = 6,66$) obtido pelo método de Deadbeat, dado um degrau na referência (em azul) do ponto de operação.

5. CONSIDERAÇÕES FINAIS

A execução desse trabalho com os discentes possibilitou explorar conceitos de engenharia de controle, e.g., projeto de controladores por métodos analíticos e empíricos, modelagem e simulação de sistema monovariável com acoplamento. Os alunos também se depararam com problemas de controle práticos no laboratório, ao observarem os efeitos de perturbações, os ruídos de medição, saturação do atuador e o efeito *windup*.

A partir da análise dos resultados alcançados pelos discentes (Tab. 5), observa-se que todos os controladores atenderam o requisito de sobressinal inferior a 2%. Embora a literatura afirme que as regras de sintonia experimentais não sejam adequadas para uma sintonia fina, fornecendo apenas estimativas iniciais dos parâmetros do controlador, nesse trabalho, o método de projeto pela curva de reação por Ziegler-Nichols, para as condições que foram submetidas o processo apresentou menor sobressinal do que os métodos do Lugar das Raízes e do Deadbeat.

Considerando-se como parâmetro de desempenho do controlador o tempo de acomodação do sistema, o método do Deadbeat para o projeto do controlador, resultou no menor tempo de acomodação do sistema de controle.

Agradecimentos

Os autores gostariam de agradecer a todos os alunos que se dedicaram ao desenvolvimento da bancada experimental de dois tanques acoplados, bem como à Fundação Gorceix que apoiou este projeto.

6. REFERÊNCIAS BIBLIOGRÁFICAS

Aguirre, L. A. (2000). Introdução à Identificação de Sistemas: Técnicas Lineares e Não-Lineares Aplicadas a Sistemas Reais, Editora da UFMG, 1ª ed., Belo Horizonte, MG.

- Åström, K. J.; Hägglund, T. (2001) The future of pid control. Control Engineering Practice, v. 9, n. 11, p. 1163 – 1175.
- Åström, K.J. e Wittenmark, B. (1989). "Adaptive Control", Addison-Wesley Pub.Company, USA.
- Dorf, R.C., Bishop, R.H., 2005, "Modern Control Systems", Pearson Prentice Hall.
- Goodwin, G. C., Graebe, S. F. & Salgado, M. E. (2001), Control System Design, 1 ed., Prentice Hall: New Jersey.
- Jovic, F. (1986). Process control systems: Principles of design and operation. Gulf Publishing Company. Houston, Texas.
- Libii, J. N. (2003), Mechanics of slow draining of a large tank under gravity, American Association of Physics Teachers 71(11), 1204–1207.
- O'Dwyer, A.. PI and PID Controller Tuning Rules: an Overview and Personal Perspective in ISSC 2006, Dublin Institute of Technology.
- Quanser (2004). Coupled Water Tank Experiments, Quanser, EUA.
- Rosário, J. (2005). Princípios de Mecatrônica. São Paulo. Pearson.

DESIGN OF CONTROLLERS FOR COUPLED WATER TANKS

Abstract: *Experimental tests have extreme importance for the engineers' education. Through these tests, the students are able to apply concepts learned in class, noting the possible limitations of these techniques in real systems. In real situations, the systems involved are characterized by non-linearity and by the presence of noise, so a gain of experience in handling these issues is expected. Within this context, this work consists in system modelling, in gathering system parameters as well as in the design of a controller, using three different methods. All of that in order to analyse the performance of the level control system for the two coupled tanks process for each of the methods. These activities were performed during a semester in the subject Applied Control in Thermal and Fluid-Mechanical Systems.*

Key-words: *Control, Coupled Tanks, Ziegler-Nichols, Neural, Poles Allocation, Dead Beat.*